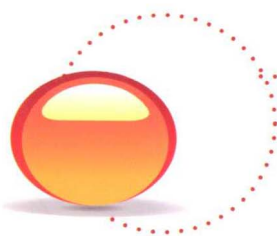


■ 普通高等教育“十二五”规划教材



山东省精品课程配套教材

化工原理课程设计



HUAGONG YUANLI
KECHENG SHEJI

王许云 王晓红 田红景 编



化学工业出版社

普通高等教育“十二五”规划教材
山东省精品课程配套教材

化工原理课程设计

王许云 王晓红 田红景 编



化学工业出版社

· 北 京 ·

本书针对化工专业化工原理课程设计教学而编写,全书共分7章,重点介绍典型化工单元操作的设计原理、设计内容及方法。每章介绍了单元操作设计方案的确定、工艺计算和主体设备及辅助设备选型,并给出相关的设计示例。结合典型化工设计软件 Aspen 和 ChemCAD,分别给出 ChemCAD 模拟换热过程换热器计算示例、Aspen 计算填料吸收塔示例及 ChemCAD 设计板式精馏塔示例。

本书可作为高等学校化工原理课程设计的教材,亦可供化工行业从事科研设计与生产管理的工程技术人员参考。

图书在版编目(CIP)数据

化工原理课程设计/王许云,王晓红,田红景编.

北京:化学工业出版社,2012.7

普通高等教育“十二五”规划教材

山东省精品课程配套教材

ISBN 978-7-122-14317-4

I. 化… II. ①王…②王…③田… III. 化工原理-课程设计-高等学校-教材 IV. TQ02-41

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2012)第 098939 号

责任编辑:刘俊之

文字编辑:刘志茹

责任校对:宋 玮

装帧设计:刘丽华

出版发行:化学工业出版社(北京市东城区青年湖南街13号 邮政编码100011)

印 装:大厂聚鑫印刷有限责任公司

787mm×1092mm 1/16 印张8¼ 字数210千字 2012年8月北京第1版第1次印刷

购书咨询:010-64518888(传真:010-64519686) 售后服务:010-64518899

网 址: <http://www.cip.com.cn>

凡购买本书,如有缺损质量问题,本社销售中心负责调换。

定 价:18.00 元

版权所有 违者必究

前 言

化工原理课程设计是化学工程与工艺及相关专业学生化工原理实践教学的重要内容，是训练学生利用课堂所学理论知识解决实际问题的主要环节，亦是理论联系实际的桥梁和纽带。本书作为化工原理课程设计的教材，旨在适应新时期教育与教学改革的需要，培养学生的工程素养，使学生的工程实践能力和工程设计能力得到初步训练。

在编写过程中，作者吸收了三十多年来青岛科技大学化工原理课程设计教学改革经验和工程实践的成果，力求在内容和体系上有新意。与传统的教材相比，本书除典型的单元操作设计外，添加了新型单元操作膜分离中的反渗透水处理系统设计。另外，结合典型化工设计软件 Aspen 和 ChemCAD，分别给出 ChemCAD 模拟换热过程换热器计算示例、Aspen 计算填料吸收塔示例及 ChemCAD 设计板式精馏塔示例。在选材上，本着“加强基础、增强专业适用性、满足社会实际需求、培养创新能力”的主导思想，以换热器设计、吸收塔设计和精馏塔设计为主，附以蒸发装置、流化床干燥器设计及反渗透水处理系统设计。在内容安排上，注重理论与实践的密切结合，设计示例多具有工业生产或科研实践背景，有利于培养学生的工程观点和分析解决工程实际问题的能力。所介绍的单元过程都有设计示例，可供不同专业课程设计时选用。

参加本教材编写工作的人员及分工如下：第 1 章、第 7 章，由王许云编写；第 2~4 章由王许云、田红景（软件模拟部分）编写；第 5、6 章由王晓红编写。另外，在本书的编写过程中，化工原理教研室的多位老师参加了编写方案的拟订工作，在此一并致以诚挚的感谢。

由于时间仓促和水平有限，书中难免存在不足之处，恳请读者批评指正。

编者
2012 年 3 月

目 录

第 1 章 概述	1
1.1 化工原理课程设计的目的、要求和主要内容	1
1.2 工艺流程设计	2
1.3 主体设备的工艺设计	3
1.4 化工过程技术经济分析与评价	3
1.5 典型化工单元设备简介	3
第 2 章 列管式换热器的设计	5
2.1 列管式换热器简介	5
2.2 列管式换热器设计方案的确定	6
2.3 列管式换热器的设计计算	8
2.4 列管换热器设计示例	9
2.5 ChemCAD 模拟换热过程换热器计算实例	12
第 3 章 填料吸收塔设计	25
3.1 设计方案的选定	25
3.2 填料吸收塔的工艺计算	27
3.3 填料塔的辅助构件	33
3.4 填料吸收塔设计示例	36
3.5 Aspen 计算填料吸收塔示例	41
第 4 章 板式精馏塔设计	51
4.1 设计方案的选定	51
4.2 精馏塔的工艺计算	52
4.3 塔和塔板主要工艺尺寸的设计	53
4.4 塔结构及附属设备	60
4.5 板式精馏塔设计示例	62
4.6 ChemCAD 设计板式精馏塔示例	72
第 5 章 蒸发装置的设计	79
5.1 概述	79
5.2 多效蒸发的工艺计算	80
5.3 三效蒸发设计示例	82
第 6 章 流化床干燥器的设计	88
6.1 概述	88
6.2 卧式多室流化床干燥器的工艺设计	91
6.3 干燥过程的物料衡算和热量衡算	91
6.4 流化床干燥器的设计计算	92
6.5 流化床结构及附属设备设计	95
6.6 流化床干燥器设计示例	96
第 7 章 反渗透水处理系统设计	103
7.1 概述	103

7.2 反渗透装置（膜组件） 107

7.3 反渗透装置给水的要求及预处理 108

7.4 反渗透系统的设计及维护要点 111

7.5 膜元件用杀菌剂及保护液 115

7.6 复合膜元件的一般保存方法 116

7.7 反渗透装置设计实例 116

参考文献 125

第1章 概述

1.1 化工原理课程设计的目的、要求和主要内容

1.1.1 化工原理课程设计的目的和要求

化工原理课程设计是化工原理实践教学的重要内容，是训练学生利用课堂所学理论知识解决实际问题的主要环节，是理论联系实际的桥梁和纽带。本书作为化工原理课程设计的教材，旨在适应新时期教育与教学改革的需要，培养学生树立正确的设计思想和实事求是、严谨负责的工作作风。同时，培养学生的工程素养，使学生的工程实践能力和工程设计能力得到初步训练。

通过化工原理课程设计，训练学生如下几个方面的能力。

(1) 熟练查阅文献 学生应能够结合给定的设计任务书，正确获取文献数据或查阅相关的文献资料，获取工艺设计计算中必要的物性参数，根据实际情况，正确选用公式等。

(2) 正确确定工艺流程，选择工艺参数 兼顾技术上可行性、先进性，经济上合理性，同时考虑节能环保的工程设计理念，综合分析设计任务要求，确定工艺流程，技能型设备选型，并提出保证过程正常、安全运行所需要的检测和计量参数。

(3) 正确迅速地设计计算 能够正确迅速地进行过程工艺计算及主体设备的工艺设计计算。

(4) 精炼、规范地书面表达 能够用简洁、规范的文字和图表，准确表达设计思想和计算结果。

1.1.2 化工原理课程设计的内容

基于上述设计目的和要求，化工原理课程设计通常包括如下内容。

(1) 设计方案简介 对给定或选定的工艺流程、主要设备进行简要论述。

(2) 工艺设计计算 包括工艺参数的选定、物料衡算、热量衡算、主要设备的工艺尺寸计算及结构设计。

(3) 典型辅助设备的选型和计算 包括典型辅助设备的主要工艺尺寸计算和设备型号、规格的确定。

(4) 绘制工艺流程图 绘制相应工艺流程图，标出主体设备和辅助设备的物料流向、物流量、能流量及主要参数测量点。

(5) 绘制主体设备工艺条件图 绘制主体设备的工艺条件图，包括设备的主要工艺尺寸、技术特性表和接管表。

(6) 编写设计说明书 设计说明书的内容和编排顺序如下：

- ① 标题页；
- ② 设计任务书；
- ③ 目录；
- ④ 设计方案简介；

- ⑤ 工艺计算及主体设备设计；
- ⑥ 辅助设备设计及选型；
- ⑦ 设计结果概要或设计结果汇总一览表；
- ⑧ 设计评述；
- ⑨ 附图（工艺流程图、主体设备工艺条件图）；
- ⑩ 参考文献。

总之，一篇完整的课程设计报告由论述、原始数据、计算、图表几部分组成。论述应该条理清晰、观点明确；原始数据准确；计算要求方法正确，误差小于设计要求，计算公式和参数的选取有据可查；图表规范、清晰。

1.2 工艺流程设计

流程设计是化工过程设计中的第一步，它以流程图的形式表示由物料到成品的整个生产过程中，物料被加工的顺序、各股物料的流向，生产中能采用的化学反应、单元操作及各设备的联系，为流程的控制和过程的技术经济评价提供依据。

化工生产工艺流程图的设计基本分为三个阶段。

(1) 设计生产工艺流程草图 在设计的初始阶段，首先绘制生产工艺流程草图，定性地标出物料由原料转化为产品的过程、流向及所采用的各种化工过程及设备，以便于进行物料、能量衡算和有关设备的工艺计算。图上各车间（工段）用细实线画成长方框示意，流程线只画出主要物料，用粗实线。流程方向用箭头画在流程线上。图上还注明车间名称，各车间原料、半成品和成品的名称，平衡数据和来源、去向等。

(2) 设计物料流程图 物料流程图是在工艺流程设计的基础上，用图形与表格相结合的形式，反映设计中物料衡算和热量衡算结果的图样。物料流程图为审查提供资料，又是进一步设计的依据，同时它还可以为实际生产操作提供参考。物料流程图是一种示意性的展开图，它按照工艺流程的顺序，把设备和工艺流程线自左向右地展开画在一个平面上，并加以必要的标注和说明。物料流程图一般包括以下内容：

① 设备示意图：依设备外形尺寸比例画出，并适当考虑设备合理的相对位置、主要管口；

② 设备流程号；

③ 物料及动力（水、汽等）管线及流向箭头；

④ 管线上的主要附件（阀门、过滤器、阻火器等）；

⑤ 必要的测量、控制仪表；

⑥ 简要的文字注释，如冷却水，加热蒸汽，半成品来源、去向等。

(3) 设计工艺管道及仪表流程图 工艺管道和仪表流程图是管道及仪表流程图中的主要图种。与之配套的尚有辅助管道及仪表流程图、公用系统管道及仪表流程图。工艺管道和仪表流程图是由工艺人员和自控人员合作进行绘制的。在初步设计和施工图设计中都要提供这种图样。图样包括如下内容。

① 图形 将各设备的简单形状按工艺流程次序，展示在同一平面上，配以连接的主辅管线及管件、阀门、仪表控制点符号等。

② 标注 注写设备位号及名称、管段编号、控制点代号、必要的尺寸、数据等。

③ 图例 代号、符号及其他标注的说明，有时还有设备位号的索引等。

④ 标题栏 注写图名、图号、设计阶段等。

1.3 主体设备的工艺设计

主体设备是每个单元操作中的关键设备,如传热单元操作中的换热器,蒸发单元操作中的蒸发器,蒸馏和吸收单元操作中的塔设备(包括板式塔和吸收塔),干燥单元操作中的干燥器。将主体设备的结构设计和工艺尺寸的计算结果用一张总图表示出来,即主体设备工艺条件图。主体设备工艺条件图一般包括下列内容。

(1) 设备简图 用单线条绘成的简图表示工艺设计所要求的设备结构形式、尺寸(包括外形尺寸、结构尺寸、连接尺寸)、所需要的管口及其初步方位、人孔等。

(2) 技术特性指标 列表给出工艺要求提出的设备操作压力、温度、介质名称、容积、材质以及传热面积等各项要求。

(3) 管口表 列表说明各管口的符号、用途、公称尺寸和连接面形式等项。

1.4 化工过程技术经济分析与评价

化学工业中,为达到同一工程目的,可以采取不同的技术方案。从众多可供选择的技术方案中,选取技术上先进合理、经济上具有竞争力、环境友好的技术方案,就需要对众多方案进行技术上和经济上的综合研究、分析、比较,作出决策。初步决策的依据通常是某个经济指标,最终的决策还必须考虑安全以及对环境和社会的影响等因素,这种决策过程通常称为技术经济分析与评价。

技术经济分析与评价的指标包括:技术评价指标和经济评价指标。技术评价指标主要评价技术方案的可行性、先进性和可靠性,包括:产品的质量和销路;原料的价格、质量、供应、运输的可靠性。

1.5 典型化工单元设备简介

典型化工单元设备包括换热器、填料吸收塔、板式蒸馏塔、蒸发器、流化床干燥器等组成了与化工相关企业生产设备的大多数。掌握典型化工单元设备以及新型化工单元设备的设计开发对化学工程与工艺专业学生解决实际能力的培养具有重要意义。

本书涉及的主要内容包括5个典型单元设备设计:①列管式换热器的设计;②填料吸收塔设计;③板式精馏塔设计;④蒸发装置的设计;⑤流化床干燥器的设计,以及新型膜分离单元操作、反渗透水处理系统设计。

(1) 列管式换热器 换热器是许多工业生产部门的通用工艺设备,尤其是石油、化工生产应用更为广泛,在化工厂中换热器可用作加热器、冷却器、冷凝器、蒸发器和再沸器。换热器的类型很多,性能各异,从早期发展起来的列管式换热器到近年来不断出现的新型、高效换热设备,各具特点。进行换热器的设计,首先是根据工艺要求选用适当的类型,同时计算完成给定生产任务所需的传热面积,并确定换热器的工艺尺寸。换热器的类型虽然很多,但计算传热面积所依据的传热基本原理相同,不同之处仅是在结构设计上需根据各自设备特点采用不同的计算方法而已。列管式换热器在工业生产中应用最广泛、技术最成熟,具有结构简单,制造安装容易,适用材料广,操作弹性大等优点。虽然在传热效率、紧凑性和金属耗量等方面不及某些新型换热设备,但其独特的优点以及完善的设计资料和系列化标准,在众多新型换热设备中,仍不失其重要地位,尤其是在高温、高压和大型换热设备中仍占绝对

优势。

(2) 填料吸收塔 气体吸收是气体混合物中一种或多种组分(溶质)溶解于液体(吸收剂)的一种分离操作。用于吸收的塔设备类型很多,有填料塔、板式塔、鼓泡塔、喷洒塔等。由于填料塔具有结构简单、阻力小、加工容易,可用耐腐蚀材料制作,吸收效果好,装置灵活等优点,故在化工、环保、冶炼等工业操作中应用较普遍。如硝酸、硫酸吸收塔,二氧化硫、氨、氯和二氧化碳回收塔等多为填料塔。特别是近年由于性能优良的新型散装和规整填料的开发,塔内件结构和设备的改进,改善了填料层内气液相的均布与接触情况,使填料塔的负荷通量加大,阻力降低,效率提高,操作弹性大,放大效应减少,促使填料塔的应用日益广泛。吸收操作常用的设备是填料吸收塔。填料塔的设计,在保证实现工艺指标的前提下,要求结构尺寸合理,造价低,运行费用少,操作维修方便。

(3) 板式精馏塔 板式塔是炼油、化工、石油化工等生产中广泛应用的气液传质设备。板式塔内设置一定数量的塔板,气体以鼓泡或喷射形式穿过板上液层进行质、热传递,气液相组成呈阶梯变化,属逐级接触逆流操作过程。工业上对板式塔的要求是:①生产能力大;②传质、传热效率高;③压降小;④操作稳定;⑤操作弹性大;⑥结构简单,材料消耗少;⑦制造安装容易,操作维修方便。此外还要求不易堵塞、耐腐蚀等。设计者应根据塔型特点、物系性质、生产工艺条件、操作方式、设备投资、操作与维修费用等技术经济评价以及设计经验等因素,依矛盾的主次,综合考虑。

(4) 蒸发装置 蒸发装置广泛用于工业上的蒸发操作,其目的主要是获得浓缩的溶液,有时也为了得到纯净的溶剂。为充分利用热能,生产上普遍采用多效蒸发。蒸发装置的设计任务是:确定蒸发的操作条件,蒸发器的形式及蒸发流程,进行工艺计算,确定蒸发器的传热面积及结构尺寸。

(5) 干燥器 干燥是利用热能除去固体物料中湿分(水分或其他液体)的单元操作。干燥过程广泛应用于工农业生产及生活中。干燥器可按照多种方法进行分类。按操作方式可分为连续式和间歇式。连续式干燥器的优点是生产能力大,产品质量均匀,热效率高,劳动条件好,适合于大规模生产。间歇操作的干燥装置主要适用于小批量、多品种或要求干燥时间较长、干燥产品含湿量均匀的场合。当然,也有介于二者之间的半连续操作方式。按照加热方式可分为对流干燥、传导干燥、辐射干燥、介电加热干燥以及由上述两种或三种方式组合的联合干燥。化工生产中使用最广泛的是热风对流干燥。随着工农业生产的发展,干燥技术和干燥设备获得了很大的发展。对于散粒状物料的干燥,流态化干燥技术得到了更为广泛的应用。其中尤以卧式多室连续操作的流化床干燥器的发展更为迅速。流化床干燥器又称沸腾床干燥器,是流化技术在干燥过程中的应用。粒状物料与热气流接触,气流速度保持在临界流化速度与颗粒沉降速度(带出速度)之间,从而使颗粒在床内形成流化状态。颗粒在热气流中上下翻动,互相碰撞混合,与热气流进行传热和传质而达到干燥的目的。流化床干燥器具有设备生产能力高,干燥速度大,停留时间短且可调,设备结构简单,造价低,制造操作维修方便等优点。

(6) 反渗透技术 反渗透技术是20世纪后期迅速发展起来的膜法水处理方式,它是苦咸水处理、海水淡化、除盐水、纯水、高纯水等制备的最有效方法之一。其中心技术是反渗透膜,该膜是一种用特殊材料和加工方法制成的、具有半透性能的薄膜。它能够在外加压力的作用下使水溶液中的某些组分选择性透过,从而达到水体淡化、净化的目的。

本书从典型化工单元设备以及新型化工单元设备的设计开发入手,结合目前化工领域广泛应用的 ASPEN、Chemical CAD 软件,锻炼学生解决化工生产中的实际问题的能力。

第 2 章 列管式换热器的设计

列管式换热器在工业生产中应用最广泛、技术最成熟，具有结构简单，制造安装容易，适用材料广，操作弹性大等优点。虽然在传热效率、紧凑性和金属耗量等方面不及某些新型换热设备，但其独特的优点以及完善的设计资料和系列化标准，在众多新型换热设备中，仍不失其重要地位，尤其是在高温、高压和大型换热设备中仍占绝对优势。

2.1 列管式换热器简介

列管式（又称管壳式）换热器是最典型的间壁式换热器，它在工业上的应用有着悠久的历史，而且至今仍在所有换热器中占据主导地位。

列管式换热器主要由壳体、管束、管板和封头等部分组成，流体在管内每通过管束一次称为一个管程，每通过壳体一次称为一个壳程。为提高管外流体对流传热系数，通常在壳体内安装一定数量的横向折流挡板。折流挡板不仅可防止流体短路，使流体速度增加，还迫使流体按规定路径多次错流通过管束，使湍动程度大为增加。

列管式换热器中，由于两流体的温度不同，使管束和壳体的温度也不相同，因此它们的热膨胀程度也有差别。若两流体的温度差较大（ 50°C 以上）时，就可能由于热应力而引起设备的变形，甚至弯曲或破裂，因此必须考虑这种热膨胀的影响。根据热补偿方法的不同，列管换热器有下面几种型式。

（1）固定管板式 固定管板式换热器如图 2-1 所示。所谓固定管板式即两端管板和壳体连接成一体，因此它具有结构简单和造价低廉的优点。但是由于壳程不易检修和清洗，因此壳方流体应是较洁净且不易结垢的物料。当两流体的温度差较大时，应考虑热补偿。图 2-1 为具有补偿圈（或称膨胀节）的固定管板式换热器，即在外壳的适当部位焊上一个补偿圈，当外壳和管束热膨胀不同时，补偿圈发生弹性变形（拉伸或压缩），以适应外壳和管束不同的热膨胀程度。这种热补偿方法简单，但不宜用于两流体的温度差太大（不大于 70°C ）和壳方流体压力过高（一般不高于 600kPa ）的场合。

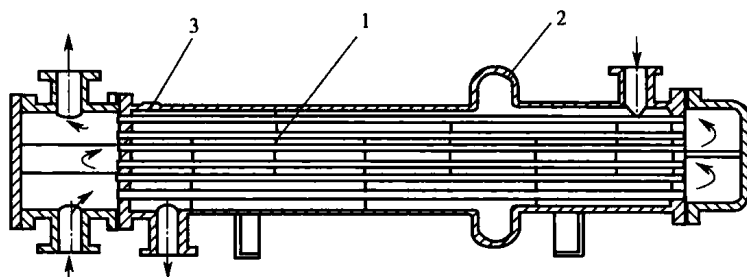


图 2-1 具有补偿圈的固定管板式换热器

1—挡板；2—补偿圈；3—放气嘴

（2）U 形管换热器 U 形管换热器如图 2-2 所示。U 形管式换热器的每根换热管都弯成 U 形，进出口分别安装在同一管板的两侧，每根管子皆可自由伸缩，而与外壳及其他管子无关。

这种型式的换热器结构比较简单,重量轻,适用于高温和高压的场合。其主要缺点是管内清洗比较困难,因此管内流体必须洁净;且因管子需一定的弯曲半径,故管板的利用率较差。

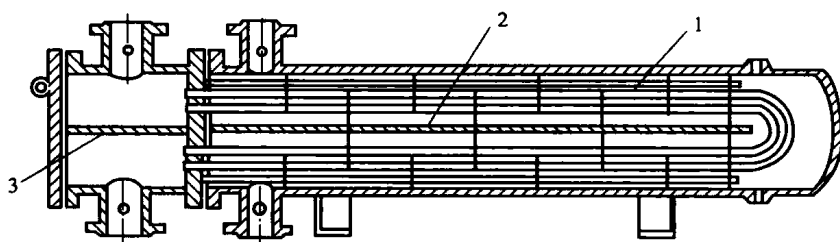


图 2-2 U 形管换热器

1—U 形管; 2—壳程隔板; 3—管程隔板

(3) 浮头式换热器 浮头式换热器如图 2-3 所示,两端管板之一不与外壳固定连接,该端称为浮头。当管子受热(或受冷)时,管束连同浮头可以自由伸缩,而与外壳的膨胀无关。浮头式换热器不但可以补偿热膨胀,而且由于固定端的管板是以法兰与壳体相连接的,因此管束可从壳体中抽出,便于清洗和检修,故浮头式换热器应用较为普遍。但该种热换热器结构较复杂,金属耗量较多,造价也较高。

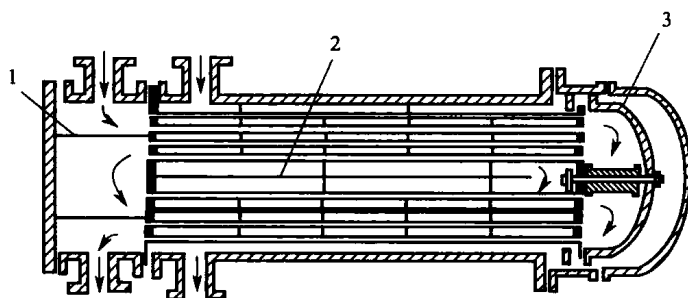


图 2-3 浮头式换热器

1—管程隔板; 2—壳程隔板; 3—浮头

以上几种类型的列管式换热器都有系列标准,可供选用。规格型号中通常标明型式、壳体直径、传热面积、承受的压强和管程数等。例如 $F_A 600-130-16-2$ 换热器, F_A 表示浮头式 A 型,换热管为 $\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$,正三角形排列(F_B 表示浮头 B 型,其换热管为 $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$,正方形排列),壳体公称直径为 600mm,公称传热面积为 130m^2 ,公称压强为 16 at (1at=98.0665Pa),管程数 2。

2.2 列管式换热器设计方案的确定

2.2.1 换热器型式的选择

列管式换热器的选型主要依据管程与壳程流体的温差来进行。固定管板式换热器宜处理两流体温差小于 50°C 且壳程流体较清洁、不易结垢的物料。浮头式换热器适用于两流体温差较大的换热场合。列管换热器适用于高温、高压的场合,但管内必须为清洁流体。

2.2.2 流体流动路径的选择

流动路径的选择,应根据流体的性质,从传热、耐用、材料消耗、压降及便于清扫等方

面予以考虑。

- ① 易结垢、不清洁的流体走管内，以便于机械清扫（U 形管束除外），也便于增大流速，减少污垢和悬浮颗粒的沉降，例如冷水一般走管内；
- ② 腐蚀性流体走管内，以减少腐蚀性材料的耗量；
- ③ 有毒流体走管内，以减少泄漏机会；
- ④ 需保温的高温流体走管内，以便于保温；
- ⑤ 高压流体走管内，以减少外壳厚度；
- ⑥ 高黏性流体走壳程，以提高传热效果；
- ⑦ 若两流体温差大时，对于刚性结构的换热器，宜将 α 大的流体走壳程，可减少壳体和管壁之间的温差，从而减少壳体和管束间的相对伸长。若两流体温差不大，但 α 相差很大时，则宜将 α 大的流体走管内。

2.2.3 流速的选择

管内流速较高，将增大管内对流传热系数，同时也可减少污垢热阻，使总传热系数增加，从而减少传热面积。但流速大，流动阻力大，动力消耗加大。适宜的流速应通过经济衡算来确定（见表 2-1～表 2-3）。

表 2-1 常用流体范围

流体类型		一般流体	易结垢流体,如海水	气体
流速/(m/s)	管程	0.5~3	>1	10~20
	壳程	0.2~1.5	>0.5	

表 2-2 不同黏度液体的流速范围

流体黏度/mPa·s	>1500	1500~500	500~100	100~35	35~1	<1
最大流速/(m/s)	0.6	0.75	1.1	1.5	1.8	2.4

表 2-3 易燃、易爆液体的安全允许速度

液体名称	乙醚,二硫化碳,苯	甲醇,乙醇,汽油	丙酮
安全允许速度/(m/s)	<1	<2~3	<10

2.2.4 流体出口温度的确定

通常，被处理物料的进出口温度为工艺要求所规定，而加热剂或冷却剂的出口温度应由设计者根据经济衡算来确定。一般可取冷却水两端温差为 5~10℃，缺水地区可用比较大的温差。当用河水时，出口温度不宜超过 50℃，以防止管壁结垢增多。

2.2.5 管程数和壳程数的确定

当管内流速较小时，对流传热系数较小。为了提高管内流速，可采用多管程。管程 m 可按下式计算：

$$m = \frac{u}{u'} \tag{2-1}$$

式中 u ——管程内流体的适宜速度，m/s；

u' ——管程内流体的实际速度，m/s。

管程数增加，管内流速提高，从而提高了管内对流传热系数，在相同的传热速率下，可使换热面积减少。但管程数过多，将导致流体阻力加大，动力费用增加，同时平均温差下降，管板面积的利用率减小。设计时应综合考虑以上因素，选择适宜的管程数。

我国列管式换热器的系列标准中,管程数有1、2、4和6程四种。采用多程时,合理的换热器管长应为1.5m、2m、3m或6m,管与壳体直径之比 L/D 为4~6。

当壳程流速太小时,也可以使壳程改为多程,这时壳体内安装与管束平行的隔板,即纵向隔板。但纵向隔板在制造、安装和检修等方面都有困难,因此常将几台换热器串联使用来代替多壳程。壳程数或串联的台数依据温差校正系数的大小来确定,当 $\varphi_{\Delta t} < 0.8$ 时,可以考虑采用多壳程和串联运行。

2.2.6 折流挡板

安装折流挡板的目的是为了加大壳程流体速度,增大湍动程度,提高传热速率。

折流挡板以圆缺形应用最为广泛,所切去的弓形高度一般为外壳内径的20%~25%。确定折流板间距的原则是:应使缺口流道的截面积与通过管束错流流动的截面积大致相等,以减少压降并改善传热,一般为100~600mm。固定管板式有150mm、300mm、600mm三种;浮头式有150mm、200mm、300mm、480mm、600mm五种。板间距过小,流动阻力大,动力消耗大,也不利于制造和检修;板间距过大,流体难以垂直地流过管束,使对流传热系数下降。

2.2.7 管子排列

我国列管式换热器系列标准中,传热管仅用 $\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$ 、 $\phi 25\text{mm} \times 2\text{mm}$ 两种规格。管子在管板上的排列方法有正三角形、正方形及同心圆形。

正三角形排列的优点是:管板强度高,管外流体对管壁冲刷较剧烈,因而对流传热系数较高。但管外不易清洗,适用于壳体流体较清洁,不需经常清洗管外壁的情况。正方形排列尽管传热管数较正三角形排列少,传热系数也较低,但便于清扫管外壁,适用壳程管壁需要经常清洗的场合。同心圆形管子排列方式仅用于空分设备上。

2.3 列管式换热器的设计计算

列管式换热器的设计计算步骤如下:

- ① 根据流体物性及工艺要求,确定流体流通过程和材质;
- ② 确定流体的进出口温度,选择列管换热器的型式;
- ③ 计算流体的定性温度,以确定流体的物性数据;
- ④ 根据传热任务计算热负荷;
- ⑤ 按逆流计算平均温度差,决定壳程数;
- ⑥ 根据经验初选总传热系数 $K_{\text{选}}$ 值;
- ⑦ 根据 $Q=KS\Delta t_m$ 初算传热面积 S 。

由 S 初定设备结构尺寸:

- a. 确定换热管的规格、管长及根数;
- b. 确定管板排列方法,定出实际换热管的数目;
- c. 验算管程流速是否在一般常用流速范围之内。如流速太小,可增加管长或采用多程结构;如流速太大,则可减小管长,增加管数,以求流速在适宜的范围内;
- d. 确定管间距,计算壳内径;
- e. 确定折流挡板型式、规格、板间距、所需挡板数;
- f. 验算壳程流体流速,如超过常用范围,可修改板间距;
- g. 由初定的设备结构,计算传热面积 S 以及管程和壳程的对流传热系数;

- h. 确定污垢热阻 R_{si} 和 R_{so} ，计算总传热系数 K ，若 $\frac{K-K_{选}}{K_{选}} < 10\% \sim 25\%$ ，则初选的设备合格，否则另选 $K_{选}$ ，重复以上计算；
- i. 选择封头及进出管尺寸；
- j. 核算管程及壳程压降。

2.4 列管换热器设计示例

试设计一台卧式列管换热器，将 $9 \times 10^4 \text{ kg/h}$ 的甲苯从 20°C 加热到 100°C ，加热介质采用 200kPa 绝压的饱和蒸汽，冷凝液在饱和温度下排出。要求换热器的管程压降小于 70kPa 。

【设计计算】

此为一侧流体为恒温的列管式加热器的设计计算。

2.4.1 试算并初选换热器规格

- (1) 确定流体流动路径 因加热介质是饱和蒸汽，宜于通入壳程，甲苯则通入管内。
- (2) 确定流体的定性温度、物性数据，并选择列管换热器的型式 饱和蒸汽压强为 200kPa （绝压），温度 $T=120^\circ\text{C}$ ；因是恒温，饱和蒸汽的定性温度 $T_m=120^\circ\text{C}$ ；甲苯的定性温度 $t_m=\frac{1}{2} \times (20+100)=60^\circ\text{C}$ ，因此两流体的温度差 $T_m-t_m=120-60=60(^\circ\text{C})$ 。
- 由于两流体的温度差大于 50°C ，故选用浮头式列管换热器。
- 两流体在定性温度下的物性数据见表 2-4。

表 2-4 两流体在定性温度下的物性数据

流体	温度/ $^\circ\text{C}$	$\rho/(\text{kg}/\text{m}^3)$	$\mu/\text{mPa} \cdot \text{s}$	$C_p/[\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})]$	$\lambda/[\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})]$	$R/(\text{kJ}/\text{kg})$
甲苯	60	830	0.4	1.82	0.127	
冷凝水	120					2.205

- (3) 计算热负荷 Q 按管内甲苯液计算，即：

$$Q = W_c C_{pc} (t_2 - t_1) = \frac{9 \times 10^4}{3600} \times 1820 \times (100 - 20) = 3.64 \times 10^6 (\text{W})$$

若忽略换热器的热损失，冷凝水又在饱和温度下排出，蒸汽的流量可由热量衡算求得，即

$$W_h = \frac{Q}{R} = \frac{3.64 \times 10^6}{2205 \times 10^3} = 1.65 (\text{kg/s})$$

- (4) 计算平均温差

$$\Delta t_m = \frac{(T-t_1)-(T-t_2)}{\ln \frac{T-t_1}{T-t_2}} = \frac{80}{\ln 5} = 49.7(^\circ\text{C})$$

- (5) 初选换热器规格 根据管外为水蒸气冷凝来加热管内有机液体的 $\mu < 0.5 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ，为轻有机物，总传热系数经验值的范围为 $580 \sim 1190 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，初选 $K_0 = 900 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，故

$$S_0 = \frac{Q}{K_0 \Delta t_m} = \frac{3.64 \times 10^6}{900 \times 49.7} = 81.4 (\text{m}^2)$$

初选 F_A 系列浮头式换热器规格如下：

壳径 D 500mm 公称面积 S 80m² 管程数 N_p 2

管数 n	228	管子直径	$\phi 19\text{mm} \times 2.0\text{mm}$	管子排列方法	正三角形排列
管长 L	6m				

换热器的实际传热面积:

$$S = n\pi d_o (L - 0.1) = 228 \times 3.14 \times 0.019 \times (6 - 0.1) = 80.3 (\text{m}^2)$$

该换热器要求的总传热系数为:

$$K_o = \frac{Q}{S_o \Delta t_m} = \frac{3.64 \times 10^6}{80.3 \times 49.7} = 912 [\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})]$$

2.4.2 核算总传热系数 K_o

(1) 计算管程对流传热系数 α_i 因为 $W_c = 9 \times 10^4 \text{ kg/h}$, 则:

$$V_c = \frac{W_c}{\rho} = \frac{9 \times 10^4}{830} = 108.4 (\text{m}^3/\text{h})$$

$$A_i = \frac{n}{2} \times \frac{\pi}{4} d_i^2 = \frac{228}{2} \times 0.785 \times 0.015^2 = 0.02 (\text{m}^2)$$

$$u_i = \frac{V_c}{A_i} = \frac{108.4}{3600 \times 0.02} = 1.5 \text{ m/s}$$

$$Re_i = \frac{d_i u_i \rho}{\mu} = \frac{0.015 \times 1.5 \times 830}{0.4 \times 10^{-3}} = 4.67 \times 10^4 (\text{湍流})$$

$$Pr_i = \frac{C_p \mu}{\lambda} = \frac{1.82 \times 10^3 \times 0.4 \times 10^{-3}}{0.127} = 5.73$$

$$\begin{aligned} \alpha_i &= 0.023 \frac{\lambda}{d_i} Re_i^{0.8} Pr_i^{0.4} (\text{液体被加热}) \\ &= 0.023 \times \frac{0.127}{0.015} \times (4.67 \times 10^4)^{0.8} \times (5.73)^{0.4} \\ &= 2129 [\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})] \end{aligned}$$

(2) 计算壳程对流传热系数 α_o 因为是卧式换热器, 壳程为蒸汽在水平管束外的冷凝传热。假设冷凝液膜为滞流, 选用下式计算 α_o :

$$\alpha_o = 0.725 \left(\frac{g \rho^2 \lambda^3 R}{n C^{2/3} d_o \Delta t \mu} \right)^{1/4}$$

设管外壁温度 $t_w = 110^\circ\text{C}$, 则冷凝液膜的平均温度为:

$$\frac{1}{2} (t_s + t_w) = \frac{1}{2} \times (120 + 110) = 115 (^\circ\text{C})$$

查出膜温 115°C 下水的物性常数为:

$$\rho = 947 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0.24 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$\lambda = 0.684 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$$

对于正三角形排列, 横过管束中心线的管数:

$$n_c = 1.1 \sqrt{n} = 1.1 \times \sqrt{228} = 16.6$$

所以:

$$\begin{aligned} \alpha_o &= 0.725 \times \left[\frac{9.81 \times 947^2 \times 0.684^3 \times 2205 \times 10^3}{16.6^{2/3} \times 0.019 \times (120 - 110) \times 0.24 \times 10^{-3}} \right]^{0.25} \\ &= 8719 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

(3) 确定污垢热阻

$$R_{si} = 1.72 \times 10^{-4} (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})/\text{W} \quad (\text{有机液体})$$

$$R_{so} = 0 \quad (\text{因水蒸气侧热阻很小, 计算中予以忽略})$$

(4) 核算总传热系数 K_0

$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_o} + R_{so} + \frac{bd_o}{\lambda_w d_m} + R_{si} \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i}}$$

管材为碳钢, 热导率 $\lambda_w = 45 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$, 所以:

$$\begin{aligned} K_0 &= \frac{1}{\frac{1}{8719} + \frac{0.002 \times 19}{45 \times 17} + 0.000172 \times \frac{19}{15} + \frac{19}{2129 \times 15}} \\ &= \frac{1}{0.0009774} \\ &= 1023 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

选用该换热器时要求过程的总传热系数为 $912 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$, 在传热任务所规定的流动条件下, 计算出的 $K_0 = 1023 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$, 故所选择换热器的安全系数为:

$$\frac{1023 - 912}{912} \times 100\% = 12.2\%$$

则该换热器传热面积的裕度符合要求。

(5) 核算壁温及冷凝液流型 核算壁温时, 一般忽略管壁热阻, 根据下列近似关系核算 t_w 值:

$$\begin{aligned} \frac{T - t_w}{\frac{1}{\alpha_o} + R_{so}} &= \frac{t_w - t_i}{\frac{1}{\alpha_i} + R_{si}} \\ \frac{120 - t_w}{\frac{1}{8719} + 0} &= \frac{t_w - 60}{\frac{1}{2129} + 0.000172} \\ t_w &= 110.9^\circ\text{C} \end{aligned}$$

有假设的 $t_w = 110^\circ\text{C}$, 相差甚微, 证明原假设合理。核算冷凝液膜流型时, 先计算冷凝负荷 M :

$$M = \frac{W}{b} = \frac{W}{2L} = \frac{Q}{R2Ln_c} = \frac{3.64 \times 10^6}{2205 \times 10^3 \times 2 \times 6 \times 16.6} = 0.092 \text{ kg}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$$

则:
$$Re = \frac{4M}{\mu} = \frac{4 \times 0.083}{0.24 \times 10^{-3}} = 1383 < 1800$$

所以假设液膜内的流动为滞流是正确的。

2.4.3 计算压强降

因壳程为水蒸气在等温等压下的冷凝传热, 压降忽略, 故下面仅计算管程的压强降:

$$\sum \Delta P_i = (\Delta P_1 + \Delta P_2) F_t N_p N_s$$

前已算出: $u_i = 1.5 \text{ m/s}$, $Re_i = 4.67 \times 10^4$ (湍流)

取碳钢管壁粗糙度 $\epsilon = 0.2 \text{ mm}$, 则:

$$\frac{\epsilon}{d} = \frac{0.2}{15} = 0.0133$$

由摩擦系数图查得 $\lambda = 0.043$, 所以

$$\begin{aligned} \Delta P_1 &= \lambda \frac{L}{d_i} \frac{\rho u_i^2}{2} = 0.043 \times \frac{6}{0.015} \times \frac{830 \times 1.5^2}{2} = 16060 \text{ Pa} \\ \Delta P_2 &= 3 \times \frac{\rho u_i^2}{2} = 3 \times \frac{830 \times 1.5^2}{2} = 2801 \text{ Pa} \end{aligned}$$